

3/7/1

DIALOG(R)File 350:Derwent WPIX

(c) 2001 Derwent Info Ltd. All rts. reserv.

002280906

WPI Acc No: 1979-801148/***197944***

Automatic control of condensed liq. - includes quick follow-up and detection system for concn. control, and has tapered, hot heat exchange plate which rotates

Patent Assignee: TOYO SEIKAN KAISHA LTD (TOXO)

Number of Countries: 001 Number of Patents: 002

Patent Family:

Patent No	Kind	Date	Applicat No	Kind	Date	Week
-----------	------	------	-------------	------	------	------

JP 54123577	A	19790925				197944 B
-------------	---	----------	--	--	--	----------

JP 82012401	B	19820310				198213
-------------	---	----------	--	--	--	--------

Priority Applications (No Type Date): JP 7831089 A 19780320

Abstract (Basic): JP 54123577 A

Automatically controlling the concentration of a condensed liq. including medical and chemical drugs, and juices, comprises establishing a severe concentration control and stable production system, and assuring a quick follow-up and detection system for controlling the concentration. A raw liquid is pretreated by heat exchange with a hot compressed vapour in a closed vacuum environment, where the pressure of the vapour is controlled, and then adiabatically expanded in the same environment to be forcibly drained at ordinary pressure. In this pretreatment, the liquid is contacted with a tapered hot heat exchanging plate, which is rotating producing a centrifugal force on the liquid so that a continuous diffusion film of liquid flowing over the surface of the plate is formed. The hot vapour pressure control system is connected to a mid-way of a drain pipe of the concentrated liquid, thus forming a cascade control system.

Derwent Class: J04

International Patent Class (Additional): B01D-001/00; B01D-003/42; C02F-001/04

L12 ANSWER 152 OF 240 HCAPLUS COPYRIGHT 2001 ACS

AN 1982:546916 HCAPLUS

DN 97:146916

TI Automaic **concentration control of concentrates**

PA Toyo Seikan Kaisha, Ltd., Japan

SO Jpn. Tokkyo Koho, 17 pp.

CODEN: JAXXAD

DT Patent

LA Japanese

FAN.CNT 1

	PATENT NO.	KIND	DATE	APPLICATION NO.	DATE
PI	JP 57012401	B4	19820310	JP 1978-31089	19780320
	JP 54123577	A2	19790925		
AB	A soln. (e.g., fruit juice, sucrose) is concd. under vacuum by heat exchange with pressurized steam, then				

further concd. under vacuum by adiabatic expansion,
and the pressure of the pressurized steam is
controlled in the 1st-stage concn. for the concn
. control of the final conc.

- IC B01D001-00; B01D001-22; B01D003-42
- CC 48-1 (Unit Operations and Processes)
- ST fruit juice concn control; sucrose soln
concn control
- IT Fruit and vegetable juices
(concn. of, by evapn. under vacuum,
control of)
- IT Concentration process
(control of)
- IT 57-50-1P, preparation
RL: PREP (Preparation)
(concn. of, by evapn. under vacuum,
control of)

⑫公開特許公報(A)

昭54—123577

⑤Int. Cl.²

B 01 D 1/00

B 01 D 1/22

B 01 D 3/42

識別記号

⑤日本分類

13(7) B 1

庁内整理番号

7404—4D

7404—4D

7404—4D

④公開 昭和54年(1979)9月25日

発明の数 2

審査請求 未請求

(全 19 頁)

⑭濃縮液濃度自動制御法およびプラント

東京都世田谷区松原5—30—3

①特 願 昭53—31089

②出 願 昭53(1978)3月20日

⑦発 明 者 野中清三

⑦出 願 人 東洋製罐株式会社

東京都千代田区内幸町1丁目3

番1号

⑧代 理 人 弁理士 菅隆彦

明 細 書

1. 発明の名称

濃縮液濃度自動制御法およびプラント

2. 特許請求の範囲

1. 密閉真空雰囲気中で加熱圧力蒸気との熱交換により供給原液を蒸発濃縮前段処理して一次濃縮液を得、当該一次濃縮液をさらに密閉真空雰囲気中で断熱膨脹により蒸発濃縮後段処理した二次濃縮液を常圧中に強制排出する一連工程の二次濃縮処理加工において、前記加熱圧力蒸気の供給流量を制御してなる濃縮液濃度自動制御法
2. 蒸発濃縮前段処理は、回転するターバー熱交換面に供給原液を接触して発生する遠心力により連続拡散展開薄膜を形成しつつ前記熱交換面を瞬速流下する処理を行つてなる特許請求の範囲第1項記載の濃縮液濃度自動制御法
3. ストレイナーとレベルレギュレーターとフイードポンプと遠心式蒸発缶型エバポレータ

ーとエキスパンションクーラーとスチームジ
エントエジエクターとプレート式コンデンサ
ーと濃縮液ポンプとサイクロンと凝縮液ポン
プと真空ポンプとスチームレギュレイティン
グバルブとスチームトラップとを有機的かつ
系統的に配管結合した濃縮液製造プラントに
おいて、前記エバポレーターのドレン配管に
凝縮飽和液温度測定系を接続するとともに前
記エキスパンションクーラーと濃縮液ポン
プを介結する二次濃縮液配管にレベル制御系
を付帯する一方、前記スチームレギュレイテ
ィングバルブに代る蒸気圧調節弁を取付けた
加熱圧力蒸気供給配管に加熱蒸気圧制御系を
付帯し、他方当該加熱蒸気圧制御系と前記二
次濃縮液配管途中を操作指令系で連結して濃
縮カスケード制御系を形成してなる濃縮液濃
度自動制御プラント

4. 凝縮飽和液温度測定系とレベル制御系とカ
スケード制御系の主な信号媒体は、空気圧で
ある特許請求の範囲第3項記載の濃縮液濃度

自動制御プラント

5. レベル制御系は、二次濃縮液配管に介設した水平U字管部の始端に差圧変換器を取付ける一方、濃縮ポンプ排出側の排液配管と給入側の二次濃縮液配管とを連通自在に接続した還流配管に液面調節弁を取付け、他方前記差圧変換器からの測定信号を液面指示調節計で液面設定値と比較演算して出力した操作信号を前記液面調節弁に入力することにより定常状態において二次濃縮液配管内の二次濃縮液面を一定に保ち水平U字管部にキャピテーションが発生しないようにしてなる特許請求の範囲第3項又は第4項記載の濃縮液濃度自動制御プラント
6. 主調節計は、凝縮飽和液温度測定信号と濃度測定信号とを逐次記録可能な濃度記録主調節計を採用してなる特許請求の範囲第3項、第4項又は第5項記載の濃縮液濃度自動制御プラント
7. 蒸気圧調節弁は、ポジショナー付ダイヤフ

(3)

、ビタミン等の医薬品と化学品、ビール、チコリ、コーヒー・エキス、グルコース、モルト・エキス、肉エキス、グルタミン酸ソーダ、海藻エキス、砂糖溶液（ソルビトール、ソルボーズ）、大豆蛋白、茶エキス、麦汁、イースト・エキス等の食品およびりんご、黒ぶどう、チエリー、柑橘類、クランベリー、グレープ・フルーツ、野ばらの実、レモン、ライム、リンゴンベリー、マンゴ、オレンジ、パッション・フルーツ、なし、パイナップル、黒いちご、オランダ・イチゴ、いちご等の果汁における濃縮液の製造に当り、定常時所定の濃縮液濃度管理を自在に自動制御する濃縮液濃度制御法およびその実施に直接使用する制御プラントに関する。

目下実働のこの種従来の制御プラントAには、第1図に示すスウェーデンのアルフアーラベル（ALFA-LAVAL）社製のセントリサーム・エバポレーション・プラントがある。そのカタログによれば、当該制御プラントAは、ストレーナー30、レベルレギュレーター32

(5)

ラム弁である特許請求の範囲第3項、第4項、第5項又は第6項記載の濃縮液濃度自動制御プラント

8. 凝縮飽和液温度測定系は、ドレン配管に取付ける测温抵抗体と、当該测温抵抗体からの測定電気信号を測定空気圧信号に変換する空電変換器とを備えてなる特許請求の範囲第3項、第4項、第5項、第6項又は第7項記載の濃縮液濃度自動制御プラント
9. 操作指令系は、ハイセレクトリレーとカスケード手動操作器をも含んでなる特許請求の範囲第3項、第4項、第5項、第6項、第7項又は第8項記載の濃縮液濃度自動制御プラント

3. 発明の詳細な説明

本発明は、抗生物質、血漿蛋白、ブタノール、合成血液、酸素、ゼラテン、分泌液エキス、インシュリン、肝臓エキス、メチル・イソブチレン・ケント、ニトログリセリン、ペニシリン、蛋白質溶液、ストレプトマイシン、尿素樹脂

(4)

、フィードポンプ34、エバポレーター36、エクспанションクーラー38、スチームジエクトエジエクター40、プレート式コンデンサー42、濃縮液ポンプ44、サイクロン46、凝縮液ポンプ48、真空ポンプ50、スチームレギュレイトングバルブ52、スチームトラップ54、コントロールパネル56とを備える。制御プラントAの一貫処理工程を説明すると、供給原液0は、まずストレーナー30を通る。このストレーナー30は逆洗式で、原液0中に含有する固形物を除去し、エバポレーター36のノズルが詰まるのを防いでいる。レベルレギュレーター32の機能は、一定の流量を保つことと、原液0の供給が万一停止した場合に、洗滌水Dをバランスタンク58に入れてエバポレーター36が空加熱及びこれに伴う焦げ付きを防止する。変速機付のフィードポンプ34によつて、一定流量の原液0がエバポレーター36に供給される。エバポレーター36の真空雰囲気内で回転する熱交換器60の熱交換作用により

(6)

原液0を蒸発濃縮前段処理して得た一次濃縮液E1が熱交換器60の多段鞍頭円錐形ターバー内筒62群外周に遠心力を受けて集まり、一次濃縮液配管64によつて吸い上げられた後、エクスパンションクーラー38に導かれ、導かれたと同時に急冷却され、断熱膨脹により更に蒸発濃縮後段処理が行なわれる。蒸発した蒸気はスチームジェットエジェクター40によつて吸い取られ、プレート式コンデンサー42へ導かれる。

冷却された二次濃縮液E2は連続的に濃縮液ポンプ44によつて圧送され、次の工程に送られる。

一方、エバポレーター36からの蒸発蒸気とスチームジェットエジェクター40からの蒸気は、プレート式コンデンサー42で凝縮される。凝縮処理の冷却剤としては水を使用する。エバポレーター36中の真空をつくる真空ポンプ50の性能を最大限に利用するため、凝縮液はサイクロン46へ導かれ、こゝで、非凝縮性のガ

(7)

型遠心分離機とプレート式エバポレーターの原理の組合せであつて、エバポレーター36に内蔵した回転式熱交換器60は、回転自在に垂直に軸受された中空スピンドル66の上端に底部と周側部にジャケット76, 78を内設した回転外筒80内に鞍頭錐形熱交換板を二重にして内部に面成した中空部82を回転外筒80のジャケット78に連通自在に形成したターバー内筒62を多段に一体重架するとともに、第1図に示すようエバポレーター36の下部外側に倒立姿勢で取付けられた回転モーター軸86下向外端に固着するプーリー88と中空スピンドル66下端部に固着するプーリー90間にベルト92を無端張架して回転モーター84の駆動力を回転式熱交換器60に伝達自在にした構造を呈するから、供給原液0の流れは、上方中央部に貫通固定して垂下したディストリビューターパイプ94を通り、各段のターバー内筒62の裏面の熱交換面96に広がる。原液0は直ちに遠心力の作用を受けてターバー内筒62の熱

(9)

スと凝縮液が分離される。凝縮液は凝縮液ポンプ48によつて、ガスは真空ポンプ50によつて、それぞれ取り出される。

他方、熱媒である加熱圧力蒸気Fは、中空スピンドル66を通つてエバポレーター36へ入る。蒸気温度は、スチームレギュレイティングバルブ52によつて常時一定にコントロールされている。凝縮飽和液Gはドレン配管68によつて吸い込まれ、スチームトラップ54に送られる。

当該制御プラントAの運転は、コントロールパネル56で行い、蒸発温度はバキュームゲージ70に、蒸気圧力はプレッシャーゲージ72に示され、加熱蒸気と蒸発温度はダイヤル式温度計74でそれぞれ示される。洗滌配管H, H'は定置洗滌の時だけに使用する。

また制御プラントAの心臓部たる遠心式蒸発缶型の前記エバポレーター36は、第2図に示すよう、遠心分離機の原理と薄膜による間接熱交換器の原理の組合せ、即ちコニカルディスク

(8)

交換面96一面に0.1mm以下の薄膜となつて拡散展開する。原液0が熱交換面96の上から下に通過する時間は約1秒である。圧力蒸気で加熱された熱交換面96に原液0が接触すると直ちに沸騰が起り、蒸発濃縮前段処理がなされる。蒸発した蒸気は容易に薄膜状の液から分離し、中央上部を通つて外側のカバー98に入り蒸発蒸気出口100を通つてプレート式コンデンサー42で凝縮される。一次濃縮液E1は何重かに重なつたターバー内筒62の外周部の内側に集まり、各ターバー内筒62の外周部は上下に連がり、最上外周部の上部に達し、こゝで一次濃縮液E1は固定した一次濃縮液配管64で吸い上げられる。次に加熱圧力蒸気Fの流れは、中空スピンドル66を通り、ターバー内筒62の周りのスチームジャケット78に達した後、ターバー内筒62の中空部82へ入り、ターバー内筒62裏面の熱交換面96の原液0を加熱して凝縮する。凝縮飽和液Gの水滴が形成されると、水滴は遠心力を受けてターバー内筒

(10)

62の中空部82の最外周に振り飛ばされた面に沿って下に流れ、加熱圧力蒸気が入つて来た同じ穴102を通つてスチームジャケット78に達する。凝縮飽和液9はスチームジャケット78の面に沿つて下部にあるベアリングチャンネル104まで流れ、凝縮飽和液9は中空スビンドル66中に内通固定したドレン配管68によつて吸い上げられ、取り出される。

このような遠心式蒸発缶は、200g程度の遠心力を利用しているため飛沫同伴が少なく、接触時間が短くて液膜の厚さが非常に薄いので7000Kcal/m²・hの低い総括伝熱係数にとれ、加熱圧力蒸気の凝縮飽和液の除去がすみやかに行なわれるので凝縮飽和液による伝熱抵抗が小さく、単位面積当りの蒸発水量が極めて大きくなり、しかも一瞬のうちに蒸発を行う等の特徴を有し、熱に不安定な溶液や熱に敏感な液の特性である色、味、ビタミン含有量を熱変性することなく濃縮処理するには最適である。

(11)

は、原液0の減少はターバー内筒62の熱交換面96全面に完全なる拡散膜開閉膜の円滑なる形成を阻害し、一部熱交換面96の乾燥部域を助起し、乾燥部域が他の湿潤部域よりも過熱され各種有機無機スケールが熱交換面96に焦げ付き、当該乾燥部域が原液0の供給流量の増加による再び湿潤部域となつても、も早や以前のような熱伝達係数は示さず低下が著しくなり、その結果エバポレーター36の熱交換機能の減衰をカバーする為に更に原液0の供給量を増やすこととなつて全くの悪循環を繰り返し、短期にエバポレーター36の機能障害を惹起し、ひいては濃度管理も不可能となり、制御プラントAの運転を停止し、その都度熱交換面96にこびり付いたスケールを酸洗液やアルカリ洗液を行う掃除をしなければならず、稼働率の低下を招く。

また濃縮液ポンプ44の排出側に接続した排液配管106に濃度計を取付けて濃度測定を行うために、エバポレーター36の熱交換器60

(13)

而して制御プラントAにおける濃縮液の濃度管理は、エバポレーター36に供給する加熱圧力蒸気^Fの流量を、スチームレギュレイトイングバルブ52の開弁度をコントロールパネル56で一定に調整設定することにより手動制御してエバポレーター36の熱交換器60内温度を一定に保持して置き、濃縮^液ポンプ44から常圧下に排出された二次濃縮液E2の濃度を濃縮^液ポンプ44の排液配管106に取付けた濃度計にて常圧下で逐次測定して熱交換器60の伝達係数の経時低下に起因して誘起する測定値の低下変動に伴いフィードポンプ34に直結する変速機108のスピードを可変低速操作し、原液0の供給流量を保持して二次濃縮液E2濃度を一定に維持管理しようとする運転制御システムを採用するものであつたから、濃縮液ポンプ44からの二次濃縮液E2の排出量が全く不定で計画生産には不向であり、この一定の濃度管理を原液0の供給流量度合の減量制御に依拠せしめる遠心式蒸発缶型エバポレーター36の弊害として

(12)

の熱交換効率に変動を生じても濃度計に表われるにはかなりのタイムラグがあるため精度の高い濃度管理は望めないとともに濃縮液ポンプ44からの二次濃縮液E2の排出量が経時的に急激に可変減少するため排液配管106にキャピテーション現象を助起し、濃度計の測定に誤差を持たらし制御プラントAの制御システムに誤作動を誘発する。タイムラグを少なくし制御動作に即応性を持たらすにはエクспанションクーラー38直後の二次濃縮液配管110に濃度計を取り付けるのが良いのではあるが、当該二次濃縮液配管110内はエクспанションクーラー38に直通して真空下にあり、しかも流通する二次濃縮液E2量は一定ではなく、当該レベル変動も濃縮液ポンプ44からの排出量変動に比例して激しく二次濃縮液配管110内は常時キャピテーションの発生に似まされる状態環境下にあり、濃度計の取付けには最不適格箇所である。

その上、原液0自体は排圧縮性体であるから

(14)

極めて制御し難く、供給流量の制御はどうしても大雑把となり易く正確性や追従性や忠実度に欠け一定の濃度管理は不充分かつ曖昧模糊とならざるを得ない。

本発明の目的は、シビアな濃度管理と安定した生産処理量の増産体制を確立する濃縮液濃度の自動制御法およびプラントを提供することにある。

本発明の他の目的は、エバポレーターの熱効率の外乱変動を出来るだけ速くしかも正しくキャッチし修正するためタイムラグを可及的に短縮して即応追従性および忠実な検出測定性を高めてなる濃縮液濃度の自動制御法およびプラントを提供することにある。

本発明の他の目的は、熱伝達係数の高レベルを長時的に維持し熱交換効率を向上することによりエバポレーターの熱管理を合理的、能率的、効率的に達成してなる濃縮液濃度の自動制御法およびプラントを提供することにある。

本発明の他の目的は、濃縮液濃度管理とエバ

(15)

液濃度の自動制御系およびプラントを提供することにある。

本発明の他の目的は、エバポレーターにおける加熱圧力蒸気の凝縮飽和液温度と二次濃縮液の測定濃度を経時的に逐次連続記録し操業運転の参考に供することが出来る濃縮液濃度の自動制御系およびプラントを提供することにある。

これらならびにその他の目的にて、この発明は後に詳細に説明し添付図面に例示し、本書に添付した特許請求の範囲に詳述した制御方法とシステムプラントにあり、運転操作、制御動作、レイアウト、形態、規模およびシステムプラントの細部については、特許請求の範囲内ではいろいろと変更を行つても、それはこの発明の精神に反するものではなくまたこの発明の利益中のいずれも犠牲とするものではない。

本発明の要旨を要約すると、原液を蒸発濃縮前段処理して一次濃縮液に加工する遠心式蒸発缶型エバポレーターに内蔵した回転式コニカル型熱交換器温度のプロセス制御による熱管理を

(17)

ボレーターの熱管理の相関性を円滑に遂行する熱媒体として加熱蒸気圧を制御最に選択してなる濃縮液濃度の自動制御法およびプラントを提供することにある。

本発明の他の目的は、制御系相互間の信号伝達媒体に空気圧を採用してなる濃縮液濃度の自動制御法およびプラントを提供することにある。

本発明の他の目的は、エバポレーターの熱管理の最適プロセス制御を二次濃縮液濃度の測定管理を通して加熱蒸気圧制御系の圧力管理にフィードバックカスケード制御せしめることにより一定濃度管理体制の閉ループ一貫制御系統を形成してなる濃縮液濃度の自動制御系およびプラントを提供することにある。

本発明の他の目的は、二次濃縮液濃度の測定管理が真空中におけるレベル制御下に安定になされる濃縮液濃度の自動制御系およびプラントを提供することにある。

本発明の他の目的は、汎用性を持たせた濃縮

(16)

加熱蒸気圧の圧力制御に依拠せしめるとともに、前記一次濃縮液を蒸発濃縮後段処理して二次濃縮液に加工するエクспанションクーラー直後のレベル制御された真空下にある前記二次濃縮液の濃度測定管理を通して前記加熱蒸気圧の圧力管理をカスケード制御し、各供給原液に対し予め決められた各比率の濃度に加工処理する濃度管理を行うことを特徴とする濃縮液濃度制御法およびプラントである。

本発明が適用される遠心式蒸発缶型エバポレーター36の最適プロセス制御を行う為に運転操業条件を解析する前提として第3図を参照しつつエバポレーター36の物質収支および熱収支を検討する。

即ち、原液Oの供給流量を F 、 kg/H 、蒸気蒸発速度 D 、 kg/H 、一次濃縮液E/排出流量を F_1 、 kg/H 、原液Oおよび一次濃縮液E/濃度をそれぞれ x_0 、 w_0 と x_1 、 w_1 とし、飛沫同伴量を考慮して、蒸発蒸気J中の溶質濃度を x_j 、 w_j としてエバポレーター3

(18)

6 の物質収支を求めれば、

$$F_0 = D_1 + F_1 \quad \dots (1)$$

$$F_0 \cdot x_{r,0} = D_1 \cdot x_{r,1} + F_1 \cdot x_{r,1} \quad \dots (2)$$

蒸発蒸気 J 速度 D_1 は上式から

$$D_1 = \frac{x_{r,1} - x_{r,0}}{x_{r,1} - x_{r,1}} F_0 \quad \dots (3)$$

飛沫同伴における $x_{r,1}$ は、 $x_{r,1}$ に対して無視出来る程度であるから、

$$D_1 \approx \left(1 - \frac{x_{r,0}}{x_{r,1}}\right) F_0 \quad \dots (4)$$

という近似式が成立つ。

一方、エバポレーター 36 の熱収支について、加熱圧力蒸気 F 流量を $B \text{ kg/H}$ 、そのエントロピーを $1''$ 、 K_{ad}/K_p 、加熱圧力蒸気 F の凝縮飽和液 G のそれを $1'$ 、 K_{ad}/K_p 、蒸発蒸気 J のそれを $1''$ 、 K_{ad}/K_p 、供給原液 O のそれを 1 、 K_{ad}/K_p 、排出一次凝縮液 E / のそれを 1_1 、 K_{ad}/K_p 、エバポレーター 36 自体からの損失熱量を R 、 K_{ad}/K_p として熱収支式

(19)

、 $t_{r,1}$ 、凝縮エバポレーター 36 の損失熱量 R 、蒸発蒸気 J のエントロピー $1''$ 、 1 、(エバポレーター 36 内温度一定)を凝縮操作条件として一定とするように運転すれば、(7)式は次式のように簡略化される。

$$x_{r,1} = \frac{x_{r,0}}{1 - \frac{B(1'' - 1')}{K_p} + K_1} \quad \dots (8)$$

当該(8)式から、以上の各操作条件を一定とすれば、次の相関結果が得られる。

- ① 一次凝縮液 E / 濃度は、加熱圧力蒸気 F 熱量を一定にすれば、原液 O 濃度に比例する。
- ② 原液 O 濃度を一定にすれば、加熱圧力蒸気 F 流量 B を大きくすると一次凝縮液 E / 濃度は高くなる。
- ③ 原液 O 濃度を一定にすれば、加熱圧力蒸気 F のエントロピー ($1''$) を大きくすると一次凝縮液 E / 濃度は高くなる。
- ④ 原液 O 濃度を一定にすれば、加熱蒸気 F 圧力を必要以上に高くしても、加熱圧力蒸気 F

(21)

を求めれば、

$$B \cdot 1'' + F_0 \cdot 1_0 = B \cdot 1' + D_1 \cdot 1'' + F_1 \cdot 1_1 + R \quad \dots (5)$$

上式における 1_0 、 1_1 は F_0 、 F_1 の温度を $t_{r,0}$ 、 $t_{r,1}$ 、 0 、熱容量を $C_{r,0}$ 、 $C_{r,1}$ 、 $K_{ad}/K_p \cdot 0$ とすれば、

$$1_0 = C_{r,0} \cdot t_{r,0}, \quad 1_1 = C_{r,1} \cdot t_{r,1}$$

となり、これと(4)式を(5)式に代入すると

$$B \cdot 1'' + F_0 \cdot C_{r,0} \cdot t_{r,0} = B \cdot 1' + \left(1 - \frac{x_{r,0}}{x_{r,1}}\right) F_0 \cdot 1'' + F_1 \cdot C_{r,1} \cdot t_{r,1} + R \quad \dots (6)$$

当該(6)式から一次凝縮液 E / 濃度は、

$$x_{r,1} = \frac{B(1'' - 1') + F_0 \cdot C_{r,0} \cdot t_{r,0} - F_1 \cdot C_{r,1} \cdot t_{r,1} - R}{F_0 \cdot 1''} \quad \dots (7)$$

が成立し、濃度と加熱圧力蒸気 F の熱量との相関関係が示される。

原液 O 供給流量 F_0 、一次凝縮液 E / 排出流量 F_1 、各熱容量 $C_{r,0}$ 、 $C_{r,1}$ 、各温度 $t_{r,0}$

(20)

の凝縮飽和液 G のエントロピー $1'$ 、が大きくなれば一次凝縮液 E / 濃度は低下する。つまり、加熱圧力蒸気 F のドレン配管 68 内の温度が異状上昇すると、一次凝縮液 E / 濃度は低下する。未飽和の蒸気がドレン配管 68 中に混流する場合も同様である。更にスケール等による凝縮効率低下の現象はこの効果と等しい。

以上の相関特性を巧みに利用する第 4 図に示す本発明の制御法は

- (1) 前記相関特性③項の効果を主調節計 MRO、従調節計 PIO およびスチームレギュレーティングバルブ 52 に代る調節弁 OV によつてカスケード制御するものである。
- (2) 前記相関特性①項および③項の効果を従調節計 PIO に対する設定演算器 OP によつてカスケード制御するものである。従つて、原液 O 濃度が大きく異なる凝縮操作においては、設定演算器 OP の倍率を修正することによつて、新たな蒸気圧力設定に基づきカスケード制御される。また原液 O 供給流量 F_0 を変

(22)

更する場合も同様である。

- (3) 前記相關特性④項の効果を凝縮飽和液温度記録計も一体組込んだ主調節計MROによつて、操業管理するものである。特にエバポレーター36の凝縮効率低下による操業終了点を認知することができる。

また、本発明制御法は加熱圧力蒸気Pの圧力(流量)を直接エバポレーター36のマスターコントローラーたる主調節計MROの操作量(供給熱量)とする代りに、従調節計PIOにより独立に圧力(流量)制御とし、その従調節計PIOの設定点を主調節計MROの出力に比例する値とする所謂カスケード制御方式を採用するが、その主な2つの利点を、本発明法を示す第4図乃至第5図と従調節計PIOを介さず主調節計MROの出力をただちに調節弁OVに直結した単一制御法を示す第6図乃至第7図を参照して説明する。

- ① 加熱圧力蒸気Pの供給側に近い外乱の影響を本発明法は減少でき、第4図で加熱圧力蒸

(23)

、エキスパンションクーラー38と凝縮液ポンプ44間を介結しかつPI動作の空気式液面指示調節計//4により自動操作される閉ループ独立型レベルフィードバック制御系//6を付帯接続した二次凝縮液配管//0の途中に空気式サニタリー濃度交換器//8を取付ける一方、加熱圧力蒸気供給配管//20に従調節計PIOたるPI動作の空気式蒸気圧指示調節計//2により自動操作されかつ調節弁CVたる空気式蒸気圧調節弁//24を含む閉ループ独立型加熱蒸気圧フィードバック制御系//26を付帯接続し、他方空気式濃度交換器//8と加熱蒸気圧フィードバック制御系//26の空気式蒸気圧指示従調節計//22とを主調節計MROたる空気式濃度記録主調節計//28により自動操作される操作指令系//30で仲介接続して当該操作指令系//30をカスケード主一次系としかつ加熱蒸気圧フィードバック制御系//26をカスケード従二次系とする濃縮カスケード制御系を形成しエバポレーター36の最適熱管理をプロ

(25)

特開昭54-123577の

気Pの供給圧力の変動があつても、従調節計PIOが働いて流量をただちに、主調節計MROによる設定値に戻してしきうため、加熱圧力蒸気Pの蒸気圧の変動はエバポレーター36の熱交換器60の温度(凝縮度)に殆んど影響を与えない。

- ② 突効時間遅れLを減少するようにプロセス制御系を改善できる。第6図のような単一制御のプロセスでは、第7図に示すように大きな等価、無駄な時間(タイムラグ)や遅れができるが第5図のようにするとそれを非常に小さくでき、主調節計MROの方のプロセスはほぼ一次遅れ系となる。

以下本発明の制御プラントBにつき第8図乃至第9図について説明する。

本発明の制御プラントBは、第1図に示す制御プラントAにおいて、遮心式蒸発器型エバポレーター36とスチームトラップ54間に介在し凝縮飽和液Gを排出するドレン配管68に凝縮飽和液温度測定系//2を接続するとともに

(24)

セス制御することにより二次凝縮液E2の一定濃度管理を司るシステム体制を確立するようにしてなる。

検出部たる測温抵抗体//32と信号変換部たる空電変換器//34を備える凝縮液温度測定系//2と、検出部たる空気式サニタリー型差圧変換器//36と比較調節指示部たる液面指示調節計//4と操作部たる空気式サニタリー型調節弁//38を備えるレベルフィードバック制御系//6と、検出部たるサニタリー型濃度交換器//8と主比較調節記録部たる濃度記録主調節計//28と設定演算器OPかつ設定演算部たる空気式比率設定器//40と安全部たる空気式ハイセレクトリレー//42と手動部たる空気式カスケード手動操作器//44とを備える操作指令系//30と、検出部たる蒸気圧導圧管//46と従比較調節指示部たる蒸気圧指示従調節計//22と操作部たるボジショナー付ダイヤフラム型蒸気圧調節弁//24を備える蒸気圧フィードバック制御系//26とは相互に第9図に示す

(26)

計装配管系Eにより有機系統的に接続され、1. 4 kg/cm²設定のフィルター付減圧弁/48, /50, /52, /54を始端側に有しかつそれぞれ液面調節計空気源用、記録計、演算器空気源用、ハイカット設定圧、圧力調節計空気源用および圧力調節弁空気源用空気圧供給配管系/56, /58, /60, /62は図示しないコンプレッサーと途中1. 7 kg/cm²設定の制御空気源用フィルター付減圧弁/64を経て接続するエアーヘッダー/66を介して集中結管してなる。

図中/68は、1. 9 kg/cm²設定の安全弁/70は4 kg/cm²設定のフィルター付減圧弁/72を有する調節弁空気源用空気圧供給配管系である。

前記凝縮液温度測定系//2は、ドレン配管68に取付けた測温抵抗体/32で第10図に示すよう凝縮飽和液Gの液温を逐一測定電気信号B/に変換検出し、当該測定電気信号B/を配線/74を介し空電変換器/34で空気圧信

(27)

第10図に示すよう前記レベルフィードバック制御系//6は、エキスパンションクーラー38と凝縮液ポンプ44とを介結する二次凝縮液配管//0に介入形成した水平U字管部/84の始端に、x軸に液位置をかつy軸に測定空気圧信号値をとつた第11図のグラフに示す液位と測定空気圧信号B3値の相関特性線aを有する空気式差圧変換器/36を取付けるとともに、第9図に示すエキスパンションクーラー38寄りに開閉弁/86をかつ中間にドレンボット/88をそれぞれ介設する低圧側導圧管/90を介してエキスパンションクーラー38と差圧変換器/36を結合する一方、凝縮ポンプ44排出側寄りの排液配管/06と給入側寄りの二次凝縮液配管//0間に介接した還流配管/92に、x軸に操作空気圧信号B4値をかつy軸に弁開度値をとつた第12図のグラフに示す相関特性線bを有する第13図の空気式液面調節弁/38を取付け、二次凝縮液配管//0に滞留する二次凝縮液E2の水平U字管部/84

(29)

号B2に交換して空気信号導管/76を介して凝度記録主調節計/28に一体組込んだ記録計/28aに導き逐次液温変動を記録し、記録を通して熱交換率低下を目視確認することによりエバポレーター36のその時点の運転状況を知ることが出来るとともに液温の限界温度の高まりによりエバポレーター36の操業終了点をも確認して、原液Rの供給をストップし、バランスタンク58内の液位を下げてレベル計32の自動切換操作により洗滌水Dをバランスタンク58内に供給しフィードポンプ34, 流量計/78を取付けた原液供給配管/80, 方向切換弁/82および洗滌水デイス تريビューターパイプHを通して熱交換器60の多段内筒62各熱交換面96に噴射し、熱交換面96に付着した有機、無機の各種スケールを酸洗滌、アルカリ洗滌して剝離除去し同時に殺菌洗滌も行い、運転可能な一定の熱交換率凝縮効率に戻すこのよう一連作業の開始時点確認のためのデータを得る。

(28)

の始端からエキスパンションクーラー38下底位置間の高さhの液位変動を差圧変換器/36で逐一測定検出して、測定空気圧信号B3に変換し、当該測定空気圧信号B3を空気圧信号導管/94を介して液面指示調節計//4に導き予め設定してある目標値と比較演算して生じた正負の制御偏差量に見合つた操作空気圧信号B4を空気圧信号導管/96を介して液面調節弁/38に入力すれば信号圧値に応じて弁開度を操作し、排液配管/06からの二次凝縮液E2の節流流量を調節し、常時二次凝縮液配管//0内の停滞量を一定にすることにより水平U字管部/84内の滞流流量をも常時一定とし、キャビテーションの発生を皆無とするとともに液面をエキスパンションクーラー38下底の所定高さに設定したので一次凝縮液E1のエキスパンションクーラー38内での断熱膨脹時に発生しかつ液面を泡立たせる気泡をスチームジェットエジェクター40により真空配管/98により吸上げ二次凝縮液E2に混じり合わないよう

(30)

に作用し、一層キャピテーションの発生難い環境作りに寄与する。

第10図に示すよう、前記操作指令系/30は、二次凝縮液配管/10の水平U字管部/84の折返し部に、x軸に二次凝縮液濃度値B r 1 xをかつy軸に濃度測定空気圧信号B 5値をそれぞれとつた第14図のグラフに示す相関特性線0を有する空気式濃度変換器/18を取付けるとともに、x軸に濃度測定空気圧信号B 5値をかつy軸に一次カスケード信号B 6値をそれぞれとつた第15図のグラフに示す相関特性線dを有する濃度記録主調節計/28と、絞り弁付容量タンク200と、演算出力カスケード信号B 7値=比R(濃度記録主調節計の目標設定値E/−零バイアスK 0)+常数内外バイアスK bの演算式に則り、x軸に一次カスケード信号B 6値をかつy軸に演算出力カスケード信号B 7値をそれぞれとつた第16図(1)(2)に示す相関特性線e, f, g, i, jを選択的に設定自在な比率設定器/40とx軸に演算出力信号B

(31)

型ハイセレクトリレー/42を通し、演算出力カスケード信号B 7が上下限界値間にあるとき出力し、ないときは出力されない二次カスケード信号B 8を空気圧信号導管208を介して途中二次カスケード信号B 8が空気式ハイセレクトリレー/42から出力されないとき手動操作する空気式カスケード手動操作器/44を経由し、x軸に二次カスケード信号値をかつy軸にP I 0目盛をそれぞれとつた第18図のグラフに示す相関特性線mを有する蒸気圧指示従調節計/22に入力する。

なお第16図(1)(2)のグラフに示す相関特性線e, f, g, i, jは $B 7 = R(E 1 - K x) + K s$ の演算式において、それぞれ $R = 1$, $K s = 0$, $K x = 0$, $R = 0$, B , $K x = 0$, $K s = 0$, $R = 0.5$, $K x = 0$, $K s = \beta$, $R = 2$, $K x = 0$, $K s = 0$, $R = 2$, $K x = 0$, $K s = \beta$ とした場合であり、これ等は原液0自体の濃度や温度や原液0の種類等によつて予め最適なものが選択され、本発明の制御プラント

(33)

7値をかつy軸に二次カスケード信号B 8値をそれぞれとつた第17図のグラフに示す相関特性線kを有する空気式ハイセレクトリレー/42と、カスケード手動操作器/44とを、順次空気圧信号導管202, 204, 206, 208を介して直列接続して、二次凝縮液B 2の濃度を濃度変換器/18で逐一測定検出し、濃度測定電気信号を電空変換して出力する濃度測定空気圧信号B 5を空気圧信号導管202を介して濃度記録主調節計/28を合体する記録計/28aと濃度主調節計/28bにそれぞれ送り、逐一濃度変動を記録するとともに予め設定してある目標値と比較演算した制御偏差値に見合つて出力する二次カスケード信号B 6を空気圧信号導管204を介して途中絞り弁付容量タンク200を経由し、比率設定器/40に入力し、選択されている相関特性線e, f, g, i, jのいずれかに基づき与えられる関数値を有する演算式で計算出力される演算出力カスケード信号B 7を空気圧信号導管206を介しバンドパス

(32)

Bの汎用性、融通性を高める。

またハイセレクトリレー/42は、信号などにより演算出力カスケード信号B 7が異状上昇した場合蒸気圧指示従調節計/22の相関特性線mに対し、ハイセレクトリレー/42の有するバンドパス特性で第19図に示すグラフのように規制するために供給蒸気圧が1 kg/cm以上にならないための安全装置であり、カスケード手動操作器/44は、スタート時及び操作指令系/30に異状があつた場合等に単独に蒸気圧力制御を行うものである。

第9図乃至第10図に示すよう蒸気圧フィードバック制御系/26は、圧力導管/46の始端寄りに0.9 kg/cm固定設定の圧力スイッチ210を取付けるとともに、x軸に操作信号値をかつy軸に弁開度値をそれぞれとつた、第20図のグラフに示す相関特性線nを有する第2.1図の蒸気圧調節弁/24に付設したポジションナー212と蒸気圧指示従調節計/22とを、ポジションナー212寄りに異常蒸圧上昇インタ

(34)

ロック用の電磁弁2/4を含む空気圧信号導管2/6で接続する一方、圧力スイッチ2/0と電磁弁2/4とを連動自在に配線2/8し、ポジショナー2/2と蒸気圧調節弁/24のダイヤフラム筐上室/24aと蒸気圧信号導管220を介して接続し、蒸気圧指示従調節計/22において操作指令系/30から受けた目標設定値となる二次カスケード信号^値88と圧力導管/46を通して逐一検出指示する加熱圧力蒸気供給配管/20の蒸気圧信号89とを比較演算し、その制御偏差値に見合った操作信号8/0を空気圧信号導管2/6を介して途中閉状態の電磁弁2/4を経由しポジショナー2/2へ送り、当該ポジショナー2/2で信号の増幅処理を行つて空気圧信号導管220を介しダイヤフラム筐上室/24aに操作出力信号8/1/圧を送りダイヤフラム/24bを動作して上下に貫通する弁軸/24cを介し一体に弁/24dを上下動せしめ蒸気圧調節弁/24を開閉し加熱圧力蒸気Pの流量を調節することにより蒸気

(35)

操業管理され、即ち作業は準備作業と運転作業に別れ、運転作業中の操作は手動操作と自動操作に別れる。洗滌水Dは運転作業に先立つて準備段階でエバポレーター36およびエクспанションクーラー38内に導入され熱交換面96および缶内のスケール除去と殺菌処理を行う。原液Oは洗滌水Dによるエバポレーター36およびエクспанションクーラー38内の洗滌処理が済んだ後、運転段階に至り一定量が供給され続ける。液面調節弁/38は、当初急速に全開状態を示して空の二次濃縮液配管/10内に洗滌水Dを停滞貯留し、レベル制御して一定レベルに落着けば弁開度も一定し、準備段階から運転段階に推移する際、洗滌水Dから二次濃縮液E2に切換過渡する際一度全閉状態へと落ち込むがすぐに立ち上つて元の安定した一定開度を維持し続け、その状態は次の準備段階から運転段階に推移する時点まで続く。蒸気圧調節弁/24は準備段階では全閉され運転段階に入りカスケード手動操作器/44による手動操作中

(37)

圧を制御する。即ち蒸気圧指示従調節計/22は、エバポレーター36内のプロセス蒸気圧を二次カスケード信号の設定値に近づける様、蒸気圧調節弁/24を制御して、制御されたプロセス蒸気圧はエバポレーター36内にて(加熱蒸気熱量/濃縮熱量・蒸発熱量)の関係結果から一次濃縮液E/濃度変化を生ぜしめ、このことは二次濃縮液E2は一次濃縮液E/をエクспанションクーラー38で一定の環境条件の断熱膨脹率下で一定の濃縮度に蒸発加工処理して得られるので当然比例状態で二次濃縮液E2濃度が追従変化する。

またエバポレーター36側の蒸気供給配管/20が異常に高まつた時(0.9Kg/cm以上)、圧力スイッチ2/0が働き電磁弁2/4を閉作動して操作出力信号^{8/0}がポジショナー2/2へ送られることをストップさせる。

所で本発明の制御プラントBの運転操業は第22図の典型的な二次濃縮液E2の濃度記録に伴う運転ダイヤグラムの作業操作手順に則つて

(36)

は濃度記録主調節計/28の濃度記録を基にして濃度変動を一定の設定目標値Pに対し臨界変動にもつて行く様に開閉度が追従変動し、濃度記録が設定目標値Pに殆んど重なり落着く直前の手動操作から自動操作に切換る段階の直後に弁開度が一定に安定し次の準備段階に至るまでその状態が持続する。カスケード手動操作器/44は準備段階中と運転段階の初期において連続操作され濃度記録に基づき設定目標値Pに重なりつて落着きを見せた時点で自動に切換えられ自動操作は次の準備段階に推移するまで継続する。

このように1サイクルのシーケンスプロセスを経過する。

かくして以上のサイクルをくり返して主調節計MRCで設定した目標値の濃度に制御プラントBの操業運転中安定に保持せしめる。

本発明では原液Oのエバポレーター36への供給流量を常に一定と出来るので二次濃縮液E2の排出量も計画的に予定され従来の制御プラ

(38)

ントAでは1時間に2.5トンの原果汁の濃縮を得るのがやつとであつた所、本発明では同濃縮比率で1時間に3トンの原果汁を濃縮出来るとともに、制御量に非圧縮体である原液Oよりも制御し易い加熱圧力蒸気Pを採用するから本発明の制御系のトータルの伝達関数や応答速度が優れ、濃度交換器//8の誤作動を惹起しない安定環境下にある二次濃縮液配管//10にオンラインししかも本発明はカスケード制御体制下にあるので大幅にタイムラグや外乱を可及的に少なくし、系の安定化、即応追従性を計り性能アップに伴い能力向上、生産量増大および省力化を達成した。

4. 図面の簡単な説明

第1図は目下実働する従来の濃縮液濃度制御プラントのフローチャートダイアグラム、第2図は遠心式蒸発缶型エバポレーターの内部構造を示す拡大縦断面図、第3図は同・物質収支と熱収支解析参考図、第4図乃至第5図は本発明のカスケード制御法およびその特性グラフ、第

6図乃至第7図は本発明のカスケード制御法と比較するための単一制御法とその特性グラフ、第8図乃至第9図は本発明の濃縮液濃度制御プラントのフローチャートダイアグラムおよび同・計装配管系統図、第10図はレベルフィードバック制御系と濃縮カスケード制御系の伝送信号系統図、第11図は液面調節計の入出力相関特性グラフ、第12図乃至第13図は液面調節弁の入出力相関特性グラフと液面調節弁の拡大図、第14図は濃度交換器の入出力相関特性グラフ、第15図は濃度記録主調節計の入出力相関特性グラフ、第16図(1)(2)は比率設定器の入出力相関特性グラフ、第17図はハイセレクトリレーの入出力相関特性グラフ、第18図は蒸気圧調節計の入出力相関特性グラフ、第19図はハイセレクトリレーと蒸気圧調節計の入出力相関合成特性グラフ、第20図乃至第21図は蒸気圧調節弁の入出力相関特性グラフと蒸気圧調節弁の一部破断拡大図、第22図は本発明制御プラントの運転ダイアグラムである。

(39)

(40)

A, B…濃縮液濃度制御プラント
O…原液 E / …一次濃縮液
E 2…二次濃縮液 F…加熱圧力蒸気
G…凝縮飽和液 K…計装配管系
CV…調節弁 OP…設定演算器
FIC…従調節計 MRC…主調節計
30…ストレーナー
32…レベルレギュレーター
34…フィードポンプ 36…エバポレーター
38…エキスパンションクーラー
40…スチームジェットエジェクター
42…プレート式コンデンサー
46…サイクロン 48…凝縮液ポンプ
50…真空ポンプ
52…スチームレギュレイティングバルブ
54…スチームトラップ
56…コントロールパネル
64…一次濃縮液配管 68…ドレン配管
96…熱交換面 106…排液配管
110…二次濃縮液配管

//2…凝縮飽和液温度測定系
//4…液面指示調節計
//6…レベルフィードバック制御系
//8…濃度交換器
120…加熱圧力蒸気供給配管
122…蒸気圧指示従調節計
124…蒸気圧調節弁
126…加熱蒸気圧フィードバック制御系
128…濃度記録主調節計
130…操作指令系 132…測漏抵抗体
134…空電変換器 136…差圧変換器
138…^{液面}調節弁 140…比率設定器
142…ハイセレクトリレー
144…カスケード手動操作器
184…水平U字管部

特許出願人 東洋製罐株式会社

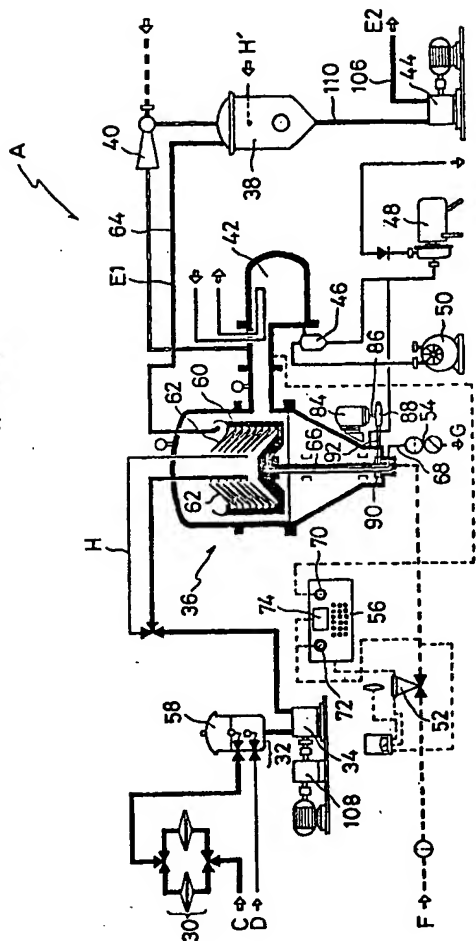
代 理 入 管 隆 族

(41)

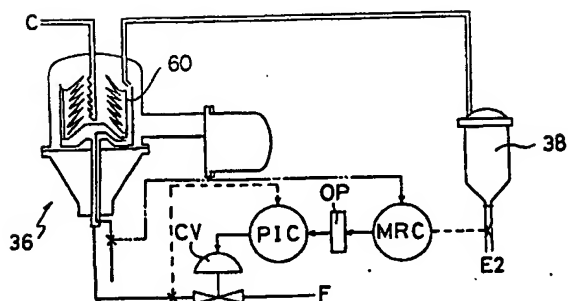
-371-

(42)

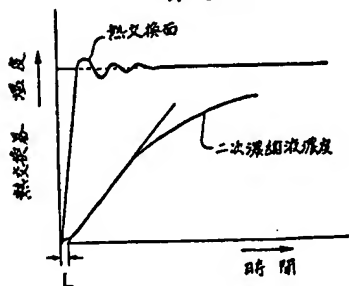
第1圖



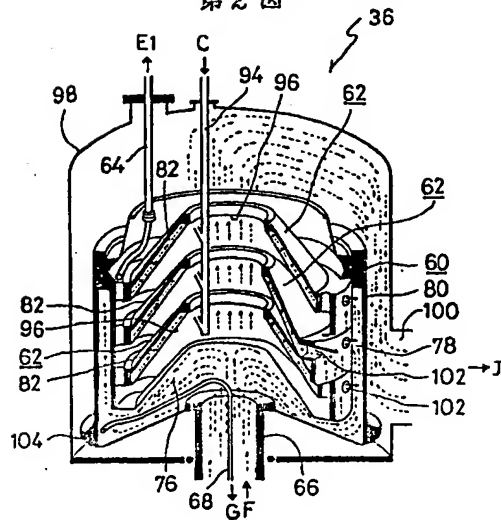
第4圖



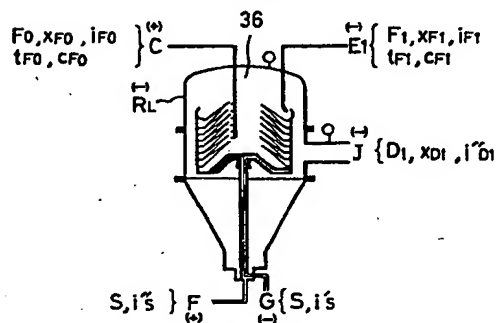
第5圖



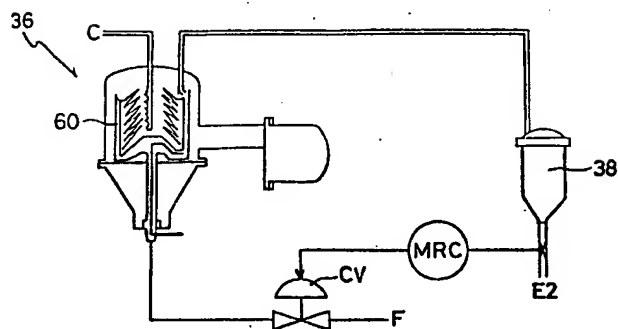
第2圖



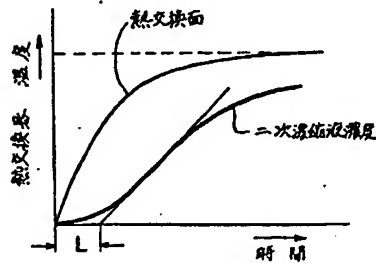
第3圖



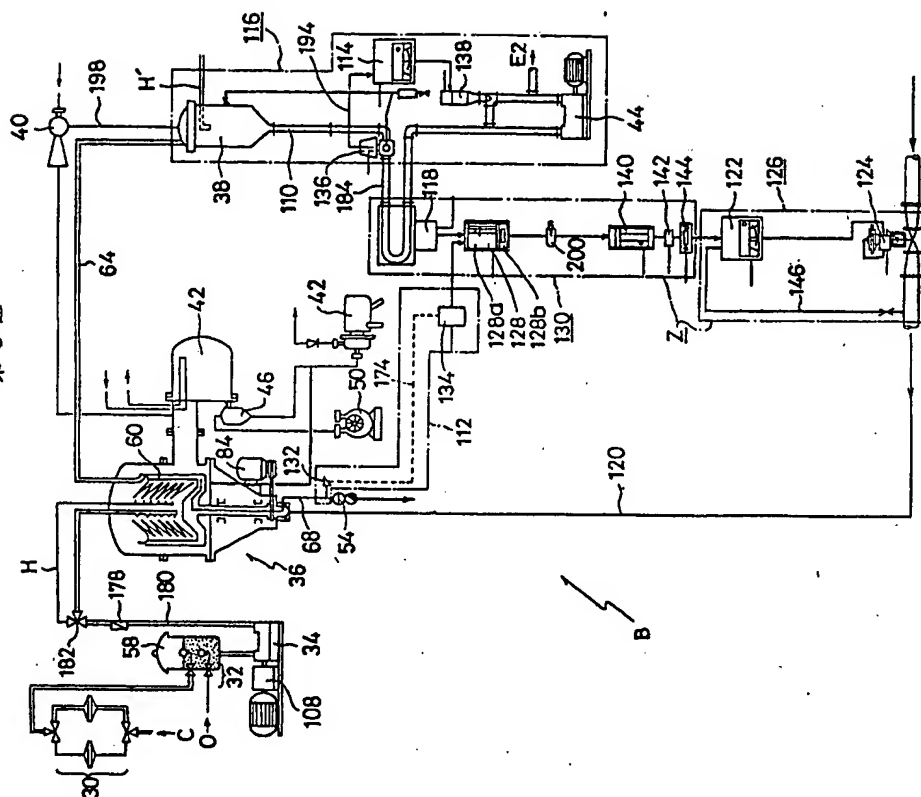
第6圖



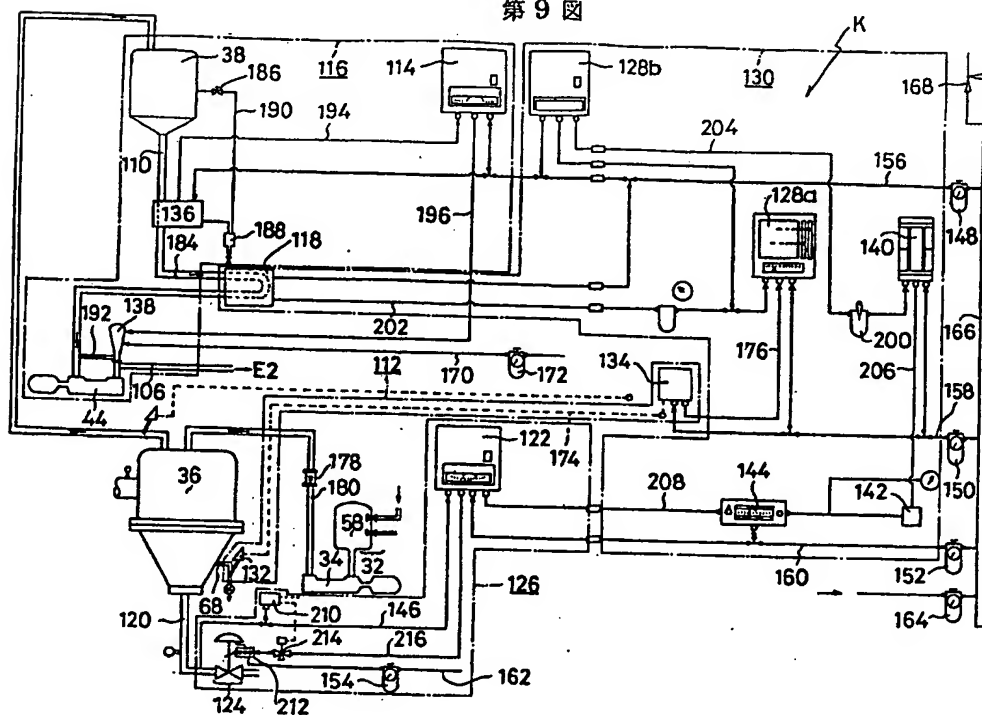
第7圖



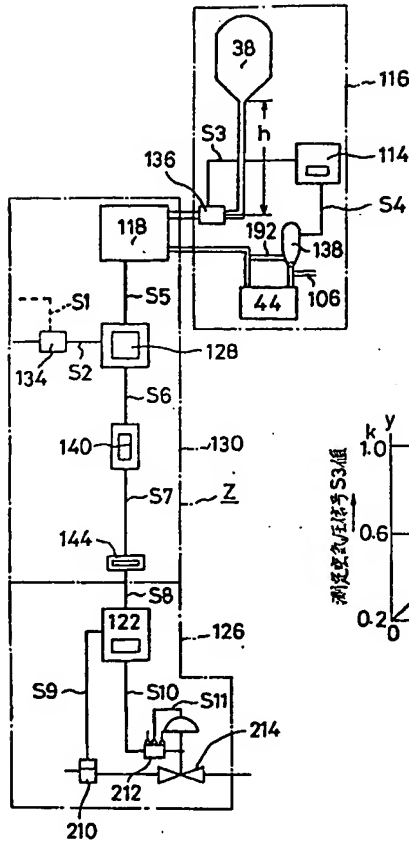
第8図



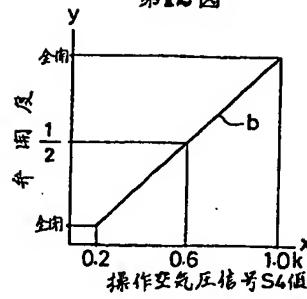
第9図



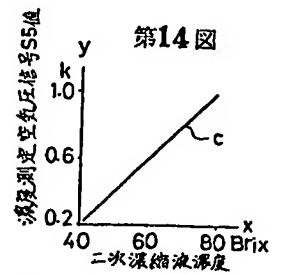
第10図



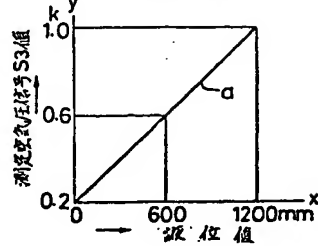
第12図



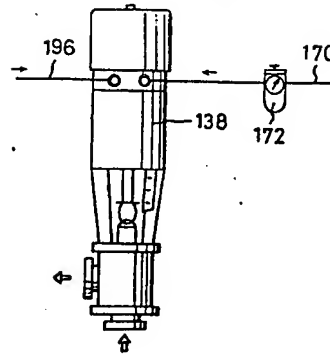
第14図



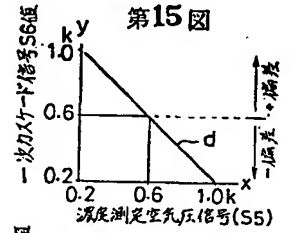
第11図



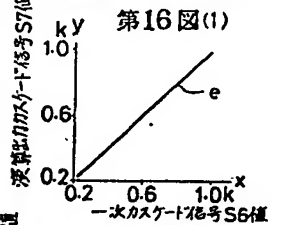
第13図



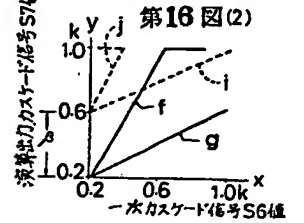
第15図



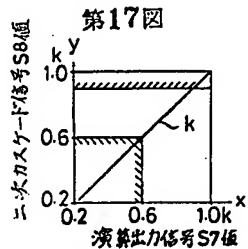
第16図(1)



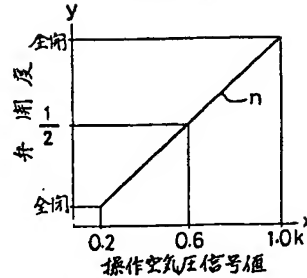
第16図(2)



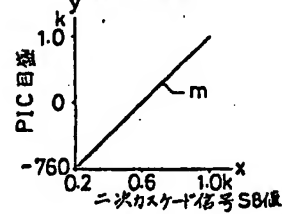
第17図



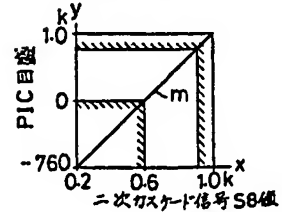
第20図



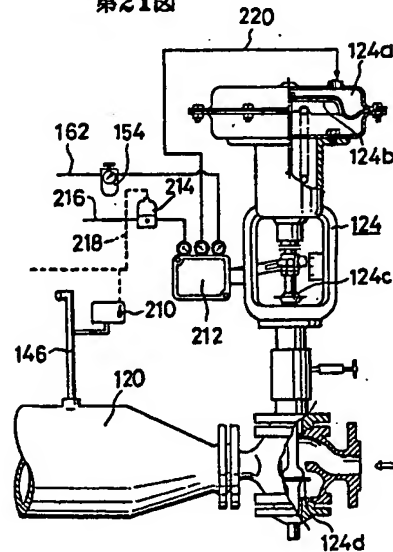
第18図



第19図



第21図



手続補正書

昭和53年 8月 8日

特許庁長官 前谷 豊 二 殿

1. 事件の表示

昭和53年 特 許 願 第 31089 号

2. 発明の名称

凝縮液凝戻自動制御法
およびプラント

3. 補正をする者

事件との関係 特許出願人

フリガナ

住 所 東京都千代田区内幸町1丁目3番1号

フリガナ(名称) 376 東洋製鋼株式会社

4. 代 理 人 千 105

住 所 東京都港区新橋5丁目9番1号 曾我ビル

電 話 東京 (433) 4897

氏 名 7111 弁理士 智 隆

5. 補正命令の日付

自発補正

6. 補正により増加する発明の数

7. 補正の対象

明細書の特許請求の範囲、発明の詳細な説明、図面の簡単な説明の欄および図面

8. 補正の内容

別紙配列の通り

と訂正する。

7. 明細書第23頁第8行、第11行

「(流量)」を削除する

8. 明細書第24頁第2行

「…流量…」とあるのを

「…圧力…」と訂正する。

9. 明細書第24頁第19行～第20行

「…凝縮飽和液Gを排出するドレン配管68
に凝縮飽和…」とあるのを「…加熱蒸気凝縮飽和液Gを排出するドレン
配管68に加熱蒸気凝縮飽和…」と訂正す
る。

10. 明細書第25頁第10行

「…閉ループ独立型…」とあるのを

「…閉ループ複合型…」と訂正する。

11. 明細書第26頁第5行

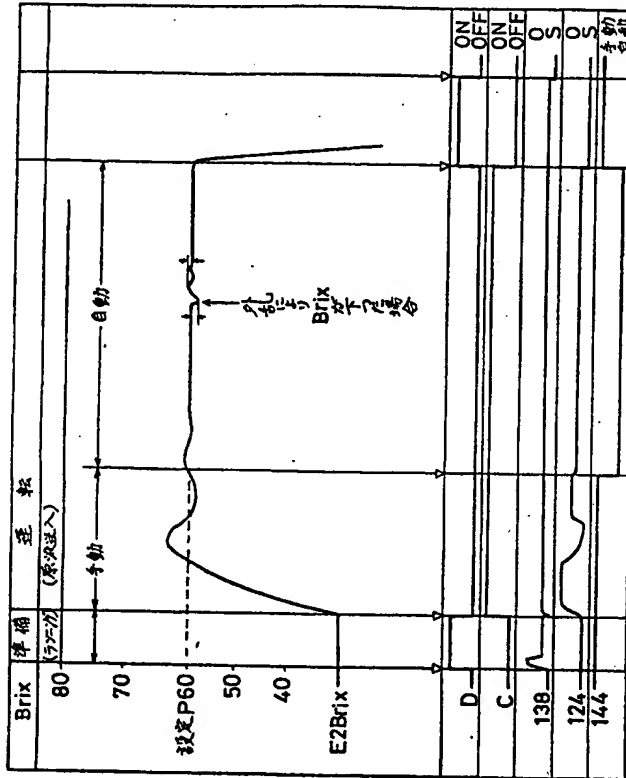
「…凝縮液温度測定系…」とあるのを

「…加熱蒸気凝縮液温度測定系…」

と訂正する。

12. 明細書第27頁第16行

第22図



8. 補正の内容

1. 明細書第1頁〔特許請求の範囲〕

別紙の通り訂正する。

2. 明細書第12頁第3行～第4行

「…蒸気Fの流量を、…」とあるのを

「…蒸気Fの圧力を、…」と訂正する。

3. 明細書第12頁第5行

「…することにより手動制御してエバポレー
ター…」とあるのを

「…することによりエバポレーター…」

と訂正する。

4. 明細書第19頁第6行～第7行

$$F \cdot D_1 = \frac{X_{1,1} - X_{1,2}}{X_{1,1} - X_{1,2}} F, \dots$$
とある式を
$$F \cdot D_1 = \frac{X_{1,1} - X_{1,2}}{X_{1,1} - X_{1,2}} \cdot F, \dots$$
と訂正する。

5. 明細書第20頁第20行

「…各熱容量 $C_{p,1}$ 、 $C_{p,2}$ …」とあるのを「…各熱容量 $C_{p,1}$ 、 $C_{p,2}$ …」と訂正する。

6. 明細書第23頁第2行

「…凝縮飽和液温度…」とあるのを

「…加熱蒸気の凝縮飽和液温度…」

「…前記凝縮液温度測定系…」とあるのを

「…前記加熱蒸気凝縮液温度測定系…」

と訂正する。

13明細書第27頁第18行

「…凝縮飽和液G…」とあるのを

「…加熱蒸気の凝縮飽和液G…」と訂正する。

14明細書第28頁第3行

「…逐次液温変動…」とあるのを

「…逐次加熱蒸気凝縮液温変動…」

と訂正する。

15明細書第30頁第7行

「…制御偏差値…」とあるのを

「…偏差訂正動作値…」と訂正する。

16明細書第31頁第13行～第15行

「…カスケード信号57値=比率R(濃度記録主調節計の目標設定値E/ー零バイアスK₀)…」とあるのを

「…カスケード信号87値=比率R(一次カスケード信号86値-零バイアスK₀)…」と訂正する。

(3)

か…」とあるのを

「…各様の相関特性線、例えばf, g, i, j…」と訂正する。

22明細書第33頁第3行

「…出力されない…」とあるのを

「…上限又は下限値に出力される…」

と訂正する。

23明細書第33頁第5行～第6行

「二次カスケード信号88が空気式ハイセリクタリレー/42から出力されない…」

とあるのを

「…スタート時及び上記前段系統に異状を生じた…」と訂正する。

24明細書第33頁第9行

「…PI0目盛…」とあるのを

「…PI0設定目盛…」と訂正する。

25明細書第33頁第12行～第14行

「…相関特性線への演算式…」とあるのを

「…相関特性線f, g, i, jは87=R(86-K₀)+K₀の演算式…」と訂正する。

(5)

17明細書第31頁第18行, 第33頁第12行
第40頁第12行

「…第16図(1)(2)…」とあるのを

「…第16図…」と訂正する。

18明細書第31頁第18行～第19行

「…相関特性線g, i, g, i, j…」

とあるのを

「…相関特性線f, g, i, j…」

と訂正する。

19明細書第32頁第7行～第8行

「…、濃度測定電気信号を電空変換して…」

とあるのを

「…、空気圧変換して…」と訂正する。

20明細書第32頁第13行～第14行

「…した制御偏差値に見合つて出力する…」

とあるのを

「…して出力する偏差訂正動作信号たる…」

と訂正する。

21明細書第32頁第17行～第18行

「…相関特性線g, f, g, i, jのいずれ

(4)

26明細書第33頁第14行～第18行

「…それぞれ～場合であり、…」とあるのを

「…それぞれR=1, K₀=0, K₀=0, R=0.5, K₀=0, K₀=0, R=0.5, K₀=0, K₀=β, R=2, K₀=0, K₀=0, R=2, K₀=0, K₀=βとした場合であり、…」と訂正する。

27明細書第33頁第19行

「…濃度や温度や原液0の種類等…」

とあるのを

「…濃度や供給流量や温度や原液0の種類或いは加熱蒸気元圧等…」と訂正する。

28明細書第35頁第11行

「…制御偏差値…」とあるのを

「…偏差訂正動作値…」と訂正する。

29明細書第40頁第15行

「…入出力相関特性グラフ…」とあるのを

「…入力-設定値相関特性グラフ…」

と訂正する。

30明細書第40頁第16行～第17行

(6)

「…入出力相関合成特性グラフ…」

とあるのを

「…入力ー設定値相関合成特性グラフ…」

と訂正する。

31明細書第41頁第4行

「G…凝縮飽和液」とあるのを

「G…加熱蒸気凝縮飽和液」と訂正する。

32明細書第42頁第1行

「凝縮飽和液温度測定系」とあるのを

「加熱蒸気凝縮飽和液温度測定系」

と訂正する。

33図面〔第3図〕〔第6図〕〔第14図〕〔第15図〕〔第17図〕〔第18図〕〔第19図〕〔第20図〕〔第22図〕

別紙図面の通り訂正する。

34図面の第16図(1)

不要のため削除する。

35図面の第16図(2)

別紙図面中「(2)」を削除し、これを第16図とする。

(7)

ブと真空ポンプとスチームレギュレイティングバルブとスチームトラップとを有機的かつ系統的に配管結合した濃縮液製造プラントにおいて、前記エバポレーターのドレン配管に加熱蒸気凝縮飽和液温度測定系を接続するとともに前記エクспанションクーラーと濃縮液ポンプ間を介結する二次濃縮液配管にレベル制御系を付帯する一方、前記スチームレギュレイティングバルブに代る蒸気圧調節弁を取付けた加熱圧力蒸気供給配管に加熱蒸気圧制御系を付帯し、他方当該加熱蒸気圧制御系と前記二次濃縮液配管途中とを主調節計を含む操作指令系で連結して濃縮カスケード制御系を形成してなる濃縮液濃度自動制御プラント

4. 加熱蒸気凝縮飽和液温度測定系とレベル制御系とカスケード制御系の主な信号媒体は、空気圧である特許請求の範囲第3項記載の濃縮液濃度自動制御プラント

5. レベル制御系は、二次濃縮液配管に介設し

(2)

特開昭54-123577(17)

2. 特許請求の範囲

「1. 密閉真空雰囲気中で加熱圧力蒸気との熱交換により供給原液を蒸発凝縮前段処理して一次濃縮液を得、当該一次濃縮液をさらに密閉真空雰囲気中で断熱膨脹により蒸発凝縮後段処理した二次濃縮液を常圧中に強制排出する一連工程の二段濃縮処理加工において、前記加熱圧力蒸気の圧力を制御してなる濃縮液濃度自動制御法

2. 蒸発凝縮前段処理は、回転するターバー熱交換面に供給原液を接触して発生する遠心力により連続拡散展開薄膜を形成しつつ前記熱交換面を瞬速流下する処理を行つてなる特許請求の範囲第1項記載の濃縮液濃度自動制御法

3. ストレイナーとレベルレギュレーターとフイードポンプと遠心式蒸発器型エバポレーターとエクспанションクーラーとスチームジエクトエジェクターとプレート式コンデンサーと濃縮液ポンプとサイクロンと凝縮液ポン

(1)

た水平U字管部の始端に差圧変換器を取付ける一方、濃縮ポンプ排出側の排液配管と給入側の二次濃縮液配管とを連通自在に接続した還流配管に液面調節弁を取付け、他方前記差圧変換器からの測定信号を液面指示調節計で液面設定値と比較演算して出力した操作信号を前記液面調節弁に入力することにより定常状態において二次濃縮液配管内の二次濃縮液面を一定に保ち水平U字管部にキャビテーションが発生しないようにしてなる特許請求の範囲第3項又は第4項記載の濃縮液濃度自動制御プラント

6. 主調節計は、加熱蒸気凝縮飽和液温度測定信号と濃度測定信号とを逐次記録可能な濃度記録主調節計を採用してなる特許請求の範囲第3項、第4項又は第5項記載の濃縮液濃度自動制御プラント

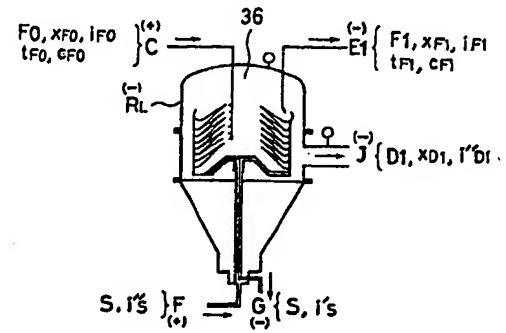
7. 蒸気圧調節弁は、ポジションナー付ダイヤフラム弁である特許請求の範囲第3項、第4項、第5項又は第6項記載の濃縮液濃度自動制

(3)

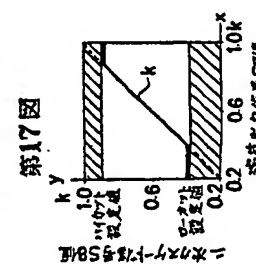
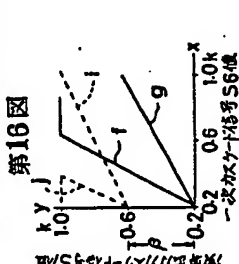
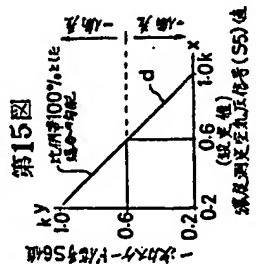
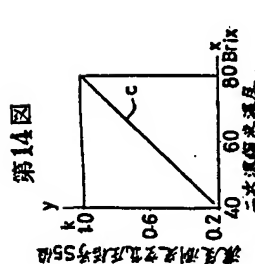
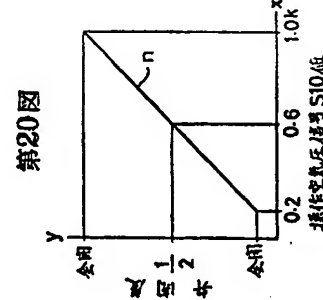
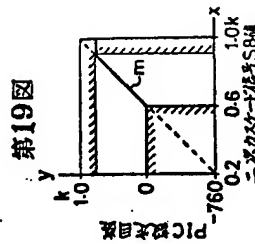
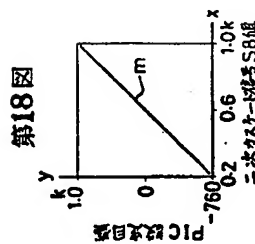
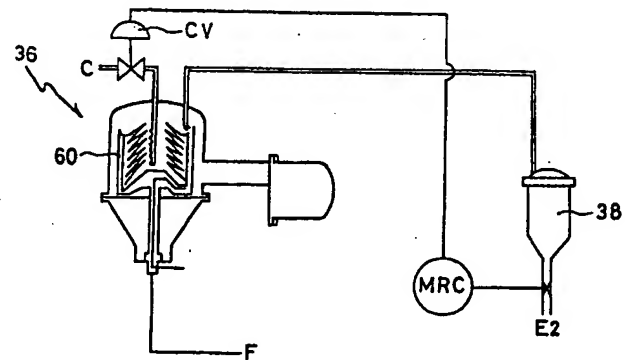
御プラント

8. 加熱蒸気凝縮熱和液温度測定系は、ドレン配管に取付ける测温抵抗体と、当該测温抵抗体からの測定電気信号を測定空気圧信号に変換する空電変換器とを備えてなる特許請求の範囲第3項、第4項、第5項、第6項又は第7項記載の凝縮液液度自動制御プラント
9. 操作指令系は、ハイセレクトリレーとカスケード手動操作器をも含んでなる特許請求の範囲第3項、第4項、第5項、第6項、第7項又は第8項記載の凝縮液液度自動制御プラント

第3図



第6図



第22図

